

Міністерство освіти і науки України
Національний університет водного господарства та
природокористування
Кафедра водопостачання, водовідведення та
бурової справи

03-06-118М

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

до проведення практичних занять та виконання самостійної роботи
з навчальної дисципліни **«Інтенсифікація і реконструкція систем
водовідведення»** для здобувачів вищої освіти другого
(магістерського) рівня за освітньо-професійною програмою
«Водопостачання та водовідведення»
спеціальності 192 «Будівництво та цивільна інженерія»
всіх форм навчання

Рекомендовано науково-
методичною радою з якості
Навчально-наукового інституту
будівництва та архітектури
Протокол № 2 від 1.10.2020 р.

Рівне – 2020

Методичні вказівки до проведення практичних занять та виконання самостійної роботи з навчальної дисципліни «Інтенсифікація і реконструкція систем водовідведення» для здобувачів вищої освіти другого (магістерського) рівня за освітньо-професійною програмою «Водопостачання та водовідведення» спеціальності 192 «Будівництво та цивільна інженерія» всіх форм навчання [Електронне видання] / Ковальчук В. А. – Рівне : НУВГП, 2020. – 34 с.

Укладач: Ковальчук В. А., д-р. техн. наук, професор кафедри водопостачання, водовідведення та бурової справи.

Відповідальний за випуск – Мартинов С. Ю., д-р. техн. наук, професор, завідувач кафедри водопостачання, водовідведення та бурової справи.

Керівник групи забезпечення спеціальності 192 «Будівництво та цивільна інженерія» – Бабич Є. М., д-р. техн. наук, професор.

ЗМІСТ

ВСТУП	3
I. ПРАКТИЧНІ ЗАНЯТТЯ	3
1. Розрахунок мембранних біореакторів	3
2. Реконструкція каналізаційних очисних споруд м'ясокомбінату.....	15
3. Реконструкція каналізаційних очисних споруд із збільшенням ефективності очистки стічних вод за азотом і фосфором.....	26
II. САМОСТІЙНА РОБОТА	33
СПИСОК ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ	34

ВСТУП

Здійснення робіт з інтенсифікації і реконструкції систем водовідведення у наш час має здійснюватися на сучасній технологічній основі. В останні роки при реконструкції споруд біологічної очистки стічних вод набувають усе більшого поширення мембранні біореактори – аеротенки із розділенням мулової суміші на ультрафільтратційних мембранах. Однак їх розрахунок ускладнюється внаслідок відсутності відповідних методик. Для очистки стічних вод невеликих населених пунктів усе ще досить широко застосовуються типові малогабаритні блочні каналізаційні очисні споруди або споруди заводського виготовлення. Однак, внаслідок зростання вимог до якості очистки стічних вод за сполуками азоту і фосфору, такі очисні споруди мають бути реконструйовані. Для очистки стічних вод підприємств харчової промисловості продовжується застосування недосконалих і низько ефективних очисних споруд, які вимагають негайної реконструкції. Дані методичні вказівки мають на меті навчити студентів розраховувати мембранні біореактори та споруди для глибокого біологічного вилучення сполук азоту і фосфору, розраховувати споруди для ефективної очистки стічних вод м'ясокомбінатів.

I. ПРАКТИЧНІ ЗАНЯТТЯ

1. Розрахунок мембранних біореакторів

Мембранний біореактор (МБР) є аеротенком із розділенням мулової суміші за допомогою ультрафільтраційних мембран. Основним елементом МБР є мембранні модулі із плоских, рулонних або капілярних (пустотілих) полімерних мембран. Мембранні модулі можуть занурюватися у мулову суміш безпосередньо в аеротенку (МБР із зануреним модулем) або бути розміщеними зовні аеротенка (МБР із зовнішнім модулем).

Головними перевагами застосування мембранних біореакторів є наступні:

1. Мембранні біореактори забезпечують високу ефективність вилучення забруднень, у більшості випадків достатню для скиду очищених стічних вод у водойми рибогосподарського призначення.

Це дозволяє виключити із загальної технологічної схеми вторинні відстійники і споруди для глибокої доочистки стічних вод.

2. На думку закордонних дослідників, застосування мембранних біореакторів для очистки міських стічних вод дозволяє відмовитися від їх незаражування.

3. При застосуванні мембранного розділення мулової суміші аеротенки можуть нормально працювати при підвищених дозах активного мулу (до 10-20 г/л). Це дозволяє покращити якість біологічної очистки стічних вод за рахунок зменшення навантаження на активний мул і збільшення його віку, а також значно зменшити об'єм аеротенків. Рядом дослідників відмічається зменшений приріст активного мулу в мембранних біореакторах. Мембранні технології успішно адаптуються до технологій із біологічним видаленням сполук азоту і фосфору.

4. Видалення з поверхні мембран відкладань активного мулу, а також хімічних і біологічних відкладань здійснюється без вилучення мембран у автоматичному режимі. У наш час тривалість експлуатації мембран на виробничих очисних спорудах складає біля 10 років.

Зазначені переваги роблять МБР найбільш ефективними сучасними спорудами для біологічної очистки стічних вод [1, 2, 3]. Хоча вітчизняне виробництво ультрафільтраційних мембран для МБР ще не налагоджене на український ринок поставляються мембрани, вироблені провідними закордонними фірмами, такими як Zenon, Kubota, Mitsubishi, Rayon, Norit, Huber, Memcor, Toray та іншими.

Основою установки фірми Zenon є модуль із великої кількості полімерних пустотілих волокон, з'єднаних верхніми та нижніми колекторами. Декілька модулів (рис. 1) збираються у касети, які загурюються безпосередньо або у спеціальний резервуар, куди подається мулова суміш. Для створення необхідної турбулентності навкруги фільтруючих волокон у нижній частині касети є дірчастий повітропровід. Очищені стічні води фільтруються усередину волокон і видаляються через верхні колектори. Згущений активний мул залишається в аеротенку.

Розмір пор фільтруючих волокон знаходиться у діапазоні приблизно 0,3-0,05 мкм, що забезпечує затримання розчинних і переважної кількості колоїдних забруднень, частини органічних макро-

молекул, бактерій і вірусів. За принципом дії сам процес є аналогом зворотно осмотичних процесів, а за ефективністю він подібний до ультрафільтрації та мікрофільтрації. Завдяки малому розміру пор мембран модулі забезпечують отримання фільтрату із високими показниками: БПК $< 3 \text{ мг/дм}^3$; завислі речовини $< 1 \text{ мг/дм}^3$; амонійний азот $< 1 \text{ мг/дм}^3$; загальний фосфор $< 0,5 \text{ мг/дм}^3$. Продуктивність однієї касети із декількох модулів може досягати $1000 \text{ м}^3/\text{добу}$.



Рис. 1. Мембранний модуль ZeeWeed 500

Найважливішою характеристикою мембран є їх пропускна здатність за пермеатом, що знаходиться зазвичай у межах $10\text{-}40 \text{ дм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$.

Під час фільтрування на поверхні спостерігається утворення кеку активного мулу, який спричиняє зменшення пропускної здатності фільтруючих мембран. Для відновлення пропускної здатності мембран вони періодично (приблизно 1 раз у 10 хвилин) піддаються зворотній промивці пермеатом, накопиченим у сіптенку. При цьому за допомогою пневмоавтоматики насос для відкачування пермеату переключається для роботи у реверсивному напрямку (із сіптенка пермеат подається у середину мембран). Після закінчення імпульсної промивки мембран цикл фільтрування автоматично відновлюється.

На пропускну здатність мембран негативно впливають біологічні забруднення і солі жорсткості. Для запобігання цьому явищу че-

рез 6-60 діб (інтервал встановлюється експериментально пусконаладжувальною організацією) здійснюється спеціальна регенерація мембран.

Для боротьби із біологічним забрудненням мембран передбачається їх промивання розчином гіпохлориту натрію (NaOCl) (0,2 %), а для боротьби із відкладанням солей жорсткості – промивання сумішню соляної (HCl) і лимонної кислот (0,2-0,3 %). Обидва промивання здійснюються не одночасно.

Приклад. 1.1. Розрахувати мембранний біореактор для очистки міських стічних вод на малогабаритних очисних спорудах. Середня добова витрата очищуваних стічних вод становить $Q_{\text{доб}} = 200 \text{ м}^3/\text{добу}$, середня годинна витрата – $Q_{\text{год}} = 8,4 \text{ м}^3/\text{год}$, а середня хвилинна витрата – $Q_{\text{хв}} = 0,14 \text{ м}^3/\text{хв}$. Максимальна годинна витрата при цьому становить $Q_{\text{годм}} = 25,2 \text{ м}^3/\text{год}$, а максимальна хвилинна – $Q_{\text{хвм}} = 0,42 \text{ м}^3/\text{хв}$. Максимальна добова витрата становить $Q_{\text{добм}} = 600 \text{ м}^3/\text{добу}$. Показники забруднень очищуваних стічних вод складають: БПК₅ – $200 \text{ мг}/\text{дм}^3$, завислі речовини – $250 \text{ мг}/\text{дм}^3$, загальний азот (N) – $50 \text{ мг}/\text{дм}^3$, загальний фосфор (P) – $5 \text{ мг}/\text{дм}^3$. Показники забруднень очищених стічних вод: БПК₅ – $5 \text{ мг}/\text{дм}^3$, завислі речовини – $5 \text{ мг}/\text{дм}^3$, загальний азот (N) – $10 \text{ мг}/\text{дм}^3$, загальний фосфор (P) – $0,5 \text{ мг}/\text{дм}^3$.

Розв’язування. Технологічна схема біологічної очистки стічних вод із застосуванням мембранного біореактора включає вилучення крупних відходів на решітках, вилучення піску – в аерованих піскоуловлювачах і усереднення стічних вод в усереднювачі. Розрахунок вказаних вище споруд у даному прикладі не розглядається.

Біологічна очистка стічних вод передбачається за схемою з попередньою денітрифікацією. Розрахунковий об’єм денітрифікатора визначається за об’ємним навантаженням на денітрифікатор [4] за азотом (N), яке не повинно перевищувати $q_{\text{он}} = 0,2 \text{ кг (N)}/(\text{м}^3 \cdot \text{добу})$.

Добова кількість азоту, що надходить з очищуваними стічними водами становить

$$N_{\text{доб}} = C_N \cdot Q_{\text{доб}} / 1000 = 50 \cdot 200 / 1000 = 10 \text{ кг (N)}/\text{добу}.$$

Розрахунковий об’єм денітрифікатора становить

$$W_{\text{он}} = N_{\text{доб}} / q_{\text{он}} = 10 / 0,2 = 50 \text{ м}^3.$$

Розрахунковий об'єм нітрифікатора визначається за об'ємним навантаженням на нітрифікатор за азотом (N), яке не повинно перевищувати $q_n = 0,25 \text{ кг (N)/(м}^3 \cdot \text{добу)}$.

Розрахунковий об'єм нітрифікатора становить

$$W_n = N_{\text{доб}} / q_n = 10 / 0,25 = 40 \text{ м}^3.$$

Пластини мембран біореактора розміщуються безпосередньо в нітрифікаторі. Необхідна площа мембран визначається за максимальною добовою витратою очищуваних стічних вод – $Q_{\text{доб}} = 600 \text{ м}^3/\text{добу}$ і розрахунковою пропускною здатністю мембран, яка становить $q_n = 1,2 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{добу})$. Таким чином, загальна розрахункова площа мембран Kubota становитиме

$$S_m = Q_{\text{доб}} / q_n = 600 / 1,2 = 500 \text{ м}^2.$$

При площі однієї пластини мембрани $S_l = 0,8 \text{ м}^2$, розрахункова кількість пластин становить

$$n_m = S_m / S_l = 500 / 0,8 = 625 \text{ шт.}$$

Вміст азоту в надлишковому активному мулі становить $a = 6\%$, а приріст мулу, як встановлено експериментально, складає $Pr = 45\%$ від знятої БПК₅. В такому випадку концентрація азоту для видалення шляхом денітрифікації буде становити

$$N_{\text{дн}} = N_z - Q_{\text{доб}} \cdot Pr. a = 50 - 200 \cdot 0,45 \cdot 0,06 = 44,6 \text{ мг/дм}^3.$$

При денітрифікації буде виділятися кисень, який використовуватиметься для окислення органічних речовин стічних вод. Його кількість становить $2,9 \text{ кг О}_2/\text{кг N}$ або

$$O_{\text{дн}} = 2,9 \cdot N_{\text{дн}} \cdot Q_{\text{доб}} / 1000 = 2,9 \cdot 44,6 \cdot 200 / 1000 = 25,9 \text{ кг О}_2/\text{добу}.$$

Потреба в кисні для окислення органічних забруднень стічних вод буде становити

$$O_{\text{орг}} = 1,27(\text{БПК. } Q_{\text{доб}}/1000 - O_{\text{дн}}) = 1,27(200 \cdot 200/1000 - 25,9) = 17,9 \text{ кг О}_2/\text{добу},$$

де $1,27$ – питома витрата кисню, $\text{кг О}_2/\text{кг БПК}_5$; 200 – БПК₅ очищуваних стічних вод, мг/дм^3 ; $Q_{\text{доб}} = 200$ – витрата очищуваних стічних вод, $\text{м}^3/\text{добу}$.

Потреба в кисні на нітрифікацію амонійного азоту становить

$$O_n = 4,3 \cdot N_{\text{дн}} \cdot Q_{\text{доб}} / 1000 = 4,3 \cdot 44,6 \cdot 200 / 1000 = 38,3 \text{ кг О}_2/\text{добу}.$$

При розрахунку мембранних біореакторів необхідно враховувати також і потребу в кисні на ендогенну респірацію, яка становить

$$O_{\text{ер}} = W_n \cdot k_{\text{ер}} \cdot X \cdot b = 40 \cdot 0,07 \cdot 15 \cdot 0,7 = 29,4 \text{ кг О}_2/\text{добу},$$

де $W_n = 40$ – об’єм нітрифікатора, м^3 ; $k_{ep} = 0,07$ – коефіцієнт ендогенної респірації, $\text{кг O}_2/\text{кг беззольної речовини мулу}$; $X = 15$ концентрація активного мулу в мембранному біореакторі, $\text{кг}/\text{м}^3$; $b = 0,7$ – частка беззольної речовини в активному мулі.

Таким чином, сумарна потреба в кисні становитиме

$$O_2 = O_{org} + O_n + O_{ep} = 17,9 + 38,3 + 29,4 = 85,6 \text{ кг O}_2/\text{добу}.$$

Вміст кисню в атмосферному повітрі становить $0,27 \text{ кг}/\text{м}^3$, а коефіцієнт використання кисню може прийнятий рівним 3%. У цьому випадку розрахункова кількість повітря, що має подаватися в нітрифікатор, має становити

$$Q_{нов} = 85,6 / 0,27 \cdot 0,03 = 10568 \text{ м}^3/\text{добу} \\ \text{або } 10568 / 24 = 440 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Кількість повітря, що подається в нітрифікатор, має бути перевірена на створення необхідної швидкості руху рідини вздовж поверхні мембранних картриджів, яка має становити $q_{нов} = 10 \text{ дм}^3/\text{хв}$ на один картридж. Витрата повітря для забезпечення такої швидкості має становити

$$Q_l = n_m \cdot q_{нов} \cdot 60 / 100 = 625 \cdot 10 \cdot 60 / 1000 = 375 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Таким чином, витрата повітря, що подається в нітрифікатор, буде достатньою для підтримання оптимального режиму перемішування в мембранному біореакторі.

Приріст мулу в мембранному біореакторі, як встановлено експериментально, складає 45% від знятої БПК₅. В такому випадку маса сухої речовини надлишкового активного мулу буде становити

$$M_{cp} = Q_{доб} \cdot БПК \cdot Пр / 1000 = 200 \cdot 200 \cdot 0,45 / 1000 = 18,0 \text{ кг}/\text{добу}.$$

При концентрації надлишкового активного мулу $15 \text{ кг}/\text{м}^3$ його добовий об’єм буде становити

$$Q_{нам} = 18 / 15 = 1,2 \text{ м}^3.$$

Як показано раніше, розрахунковий об’єм денітрифікатора становить 50 м^3 , нітрифікатора – 40 м^3 . Виходячи із висоти мембранного блоку приймаємо гідравлічну висоту нітрифікатора і денітрифікатора рівною $2,5 \text{ м}$.

Коефіцієнт рециркуляції мулової суміші прийнятий рівним 4.

Приклад 1.2. Розрахувати споруди для очистки стічних вод підприємства з виробництва кулінарних соусів із застосуванням мембранного біореактора. Згідно завдання на проектування на очистку

надходитиме $Q_{доб} = 280 \text{ м}^3/\text{добу}$ суміші виробничих і господарсько-побутових стічних вод із наступними показниками: ХПК – 3930 мг/дм^3 ; БПК₅ – 1790 мг/дм^3 ; завислі речовини – 2140 мг/дм^3 ; мінералізація – 6430 мг/дм^3 ; жири – 1600 мг/дм^3 ; загальний азот за Келдалем – 180 мг/дм^3 ; нітрати – 90 мг/дм^3 ; загальний фосфор – 36 мг/дм^3 ; pH – 5-12. Максимальна годинна витрата очищуваних стічних вод становитиме $40 \text{ м}^3/\text{год}$. Концентрації забруднень в очищених стічних водах не повинні перевищувати: ХПК – 50 мг/дм^3 ; БПК₅ – $5,0 \text{ мг/дм}^3$; завислі речовини – $5,0 \text{ мг/дм}^3$; мінералізація – 1000 мг/дм^3 ; амонійний азот – $0,5 \text{ мг/дм}^3$; нітриту – $0,4 \text{ мг/дм}^3$; нітрати – $45,0 \text{ мг/дм}^3$; сульфати – $100,0 \text{ мг/дм}^3$; фосфати – $3,5 \text{ мг/дм}^3$; загальний фосфор – $1,5 \text{ мг/дм}^3$.

Для очистки висококонцентрованих стічних вод підприємства пропонується застосувати технологію, що передбачає: вилучення крупних покидьків на решітках; усереднення стічних вод за витратами і концентраціями забруднень, нейтралізацію і біокоагуляцію надлишковим активним мулом в усереднювачі із пневматичним перемішуванням; вилучення основної маси завислих речовин і жирів у напірній флотаційній установці; корегування у стічних водах вмісту біогенних елементів; біологічну очистку в аеротенку із нітрифікацією амонійного азоту і денітрифікацією; розділення мулової суміші і одночасну глибоку доочистку стічних вод на мембранних біореакторах; знезаражування ультрафіолетовим опроміненням.

Для видалення із очищуваних стічних вод крупних покидьків передбачається встановлення автоматизованої барабанної решітки марки ROTO SIEVE із прозорами 1 мм продуктивністю $50 \text{ м}^3/\text{год}$.

Добова кількість відходів, що затримуватимуться на решітках, становить

$$Q_{відх} = Q_{доб} \cdot 3P \cdot q_{відх} / 65 \cdot 1000 \cdot 365 = 280 \cdot 2140 \cdot 34 / 65 \cdot 1000 \cdot 365 = 0,86 \text{ м}^3/\text{добу},$$

де $Q_{доб} = 280$ – добова витрата очищуваних стічних вод, $\text{м}^3/\text{добу}$; $3P = 2140$ – концентрація завислих речовин в очищуваних стічних водах, мг/дм^3 ; $q_{відх} = 34$ – кількість відходів, що затримується на решітках із прозорами 1 мм у розрахунку на одного жителя, л/рік ([5], табл. 18); 65 – питома кількість завислих речовин, що надходять у каналізаційну мережу від одного жителя ([5], табл. 16), г/добу .

Затримані відходи збираються у контейнер і далі вивозяться автотранспортом для утилізації у спеціально відведені і узгоджені із санепідслужбою місця за межі очисних споруд. Стічні води, звільнені від відходів, самопливом надходять у підкачувальну насосну станцію.

Для забезпечення усереднення очищуваних стічних вод за концентраціями забруднень і витратою приймаємо усереднювач об'ємом 300 м³. Перемішування вмісту усереднювача передбачається здійснювати за допомогою крупнобульбашкової системи аерації (при високому рівні рідини), або за допомогою мішалки (при низькому рівні рідини).

Нейтралізація стічних вод в усереднювачі здійснюється в автоматичному режимі на основі показань датчика рН-метра, шляхом дозування розчинів лугу (NaOH) або кислоти (HCl).

Пластмасові резервуари для зберігання розчинів лугу та кислоти мають об'єм по 5000 дм³ кожен. Дозування розчинів лугу та кислоти здійснюється насосами дозаторами фірми Prominent.

Усереднювач обладнується датчиком рівня.

Для біокоагуляції забруднень із аеротенка об'ємом 600 м³ в усереднювач подається надлишковий активний мул, для чого використовуються два занурені насоси (робочий і резервний) марки KSB, продуктивністю по 20 м³/год кожен. В усереднювач скидаються також осад із флотаційної установки та мулова вода із фільтр-пресу для зневоднювання осаду.

Для подачі стічних вод на флотаційну установку в усереднювачі встановлені два занурені насоси (робочий і резервний) марки KSB, продуктивністю 30 м³/год кожен.

Реагентна обробка стічних вод здійснюється з метою коагуляції забруднень перед їх наступною очисткою в напірній флотаційній установці. Передбачається дозування готового розчину коагулянту (FeCl₃) із поліетиленового резервуару об'ємом 5000 дм³ за допомогою насоса-дозатора марки Prominent. Змішування розчинів коагулянту із очищуваними стічними водами здійснюватиметься у трубчастому флокуляторі марки PFL-030, який встановлюється в безпосередній близькості від флотаційної установки.

Для флотаційної очистки стічних вод від грубодисперсних домішок і жирів передбачається застосування напірної флотаційної

установки марки СРР 35 продуктивністю 35 м³/год, розміром у плані 2900х1900 мм і висотою 2700 мм, що випускається голландською фірмою K-PACK WATER TREATMENT BV під торговою маркою K-PACK™.

Очищувані стічні води надходять у флотаційну установку через вхідний патрубок, перед яким змішуються із рециркуляційною робочою рідиною, насиченою повітрям. Утворення флотокомплексів частинок зависі і жирів із бульбашками повітря діаметром 30-50 мкм відбувається у вхідній камері, розміщеній уздовж флотаційної установки. Повільно рухаючись угору, флотокомплекси спливають на поверхню флотаційної установки, а стічна вода далі рухається вниз між пакетом пластин, встановлених під кутом 60°, де відбувається подальше відділення флотокомплексів із очищуваних стічних вод. Відведення очищених стічних вод здійснюється із нижньої частини флотаційної установки у водозбірний лоток з водозливом.

Відбір очищених стічних вод, які використовуються в якості рециркуляційної робочої рідини, здійснюється безпосередньо із флотаційної установки за допомогою відцентрового флотаційного насоса, який змонтований на рамі установки. Насичення робочої рідини повітрям здійснюється у похилому напірному баку, повітря подається у бак компресором.

Видалення флотошламу із поверхні флотаційної установки здійснюється ланцюговим скребком з електроприводом у бокову кишеню. Для видалення осаду із дна установки передбачений спеціальний дірчастий трубопровід.

Технологічні параметри флотаційної установки: коефіцієнт рециркуляції робочої рідини - 0,2; - гідравлічне навантаження на поверхню - 1,81 м³/(м².год); тиск насичення робочої рідини - 0,6 МПа; площа вільної поверхні - 2,75 м²; ефективність очистки стічних вод: - за ХПК - 60%; - за БПК₅ - 50%; - за завислими речовинами - 90%; - за жирами - 95%.

При зазначених вище ефективностях очистки стічних вод у флотаційній установці, показники якості очищених стічних вод будуть становити:

$$\text{ХПК } 3930(100 - 60)/100 = 1572 \text{ мг/дм}^3;$$

$$\text{БПК}_5 1790(100 - 50)/100 = 895 \text{ мг/дм}^3;$$

$$\text{завислі речовини } 2140(100 - 90) = 214 \text{ мг/дм}^3;$$

$$\text{жири } 1600(100 - 95)/100 = 80 \text{ мг/дм}^3.$$

Флотаційний насос в установці має подачу $8 \text{ м}^3/\text{год}$, напір 60 м , потужність електродвигуна $5,5 \text{ кВт}$. Насичення робочої рідини повітрям, яке подається компресором (18 л/хв. , напір 80 м), здійснюється в напірному баку.

Осад, що затримується у флотаційній установці, автоматично періодично скидається у дренажний резервуар, звідки перекачується насосами в усереднювач.

Флотошлам періодично скидається у спеціальний резервуар, звідки видаляється для утилізації за межі очисної станції.

Для забезпечення у стічних водах сприятливого для біологічної очистки співвідношення БПК:N:P, передбачається внесення у стічні води фосфатів у вигляді ортофосфорної кислоти. Ортофосфорна кислота дозуватиметься у трубопровід, по якому стічні води із флотаційної установки надходять в аеротенк, за допомогою насоса-дозатора марки Prominent із пластмасового резервуару об'ємом 1000 дм^3 .

Передбачається здійснювати розділення мулової суміші на мембранній фільтраційній установці, що дозволить збільшити дозу активного мулу в аеротенку до 10 г/дм^3 . Інші параметри процесу біологічної очистки стічних вод в аеротенках становлять: об'ємне навантаження на аеротенк – $0,6 \text{ кг БПК}_5/(\text{м}^3 \cdot \text{добу})$; навантаження на активний мул $0,08 \text{ кг БПК}_5/(\text{кг} \cdot \text{добу})$.

У цьому випадку розрахунковий об'єм аеротенка повинен становити

- при розрахунку за об'ємним навантаженням

$$W_a = 895.280/0,6.1000 = 418 \text{ м}^3;$$

- при розрахунку за навантаженням на активний мул

$$W_a = 895.280/(10.0,8.0,08.1000) = 392 \text{ м}^3,$$

Де 895 – БПК₅ стічних вод, очищених у флотаційній установці, мг/дм^3 ; $Q_{\text{доб}}$ = 280 – добова витрата очищуваних стічних вод, $\text{м}^3/\text{добу}$; $0,6$ – об'ємне навантаження на аеротенк $\text{кг БПК}_5/(\text{м}^3 \cdot \text{добу})$; 10 – доза мулу в аеротенку, г/л ; $0,8$ – вміст беззольної речовини в активному мулі, частка одиниці; $0,08$ – навантаження на активний мул, $\text{кг БПК}_5/(\text{кг} \cdot \text{добу})$.

З деяким запасом об'єм аеротенка прийнято рівним 450 м^3 .

За допомогою перегородки аеротенк розділяється на дві послідовно гідравлічно з'єднані частини: першу, об'ємом 150 м^3 , у якій здійснюється біологічна очистка і нітрифікація амонійного азоту, і другу, об'ємом 300 м^3 , де здійснюється біологічна денітрифікація шляхом переривчастої аерації з періодом 2 год.

Подача мулової суміші із аеротенка в резервуар, де встановлюються мембранні фільтраційні установки, здійснюється насосом через фільтр із діаметром отворів 1 мм для запобігання попаданню на мембрани домішок, що можуть міститися у муловій суміші.

Основою мембранної фільтраційної установки є модуль із великої кількості полімерних пустотілих волокон, з'єднаних верхніми та нижніми колекторами. Декілька модулів збираються у касети, які занурюються безпосередньо у спеціальний резервуар, куди подається мулова суміш. Для створення необхідної турбулентності навкруги фільтруючих волокон у нижній частині касети є дірчастий повітропровід. Очищені стічні води фільтруються усередину волокон і видаляються через верхні колектори.

Розмір пор фільтруючих волокон знаходиться у діапазоні приблизно $0,3\text{--}0,05 \text{ мкм}$, що забезпечує затримання розчинних і переважної кількості колоїдних забруднень, частини органічних макромолекул, бактерій і вірусів. За принципом дії сам процес є аналогом зворотноосмотичних процесів, а за ефективністю він подібний до ультрафільтрації та мікрофільтрації.

У мембранному резервуарі із нержавіючої сталі розміром $3 \times 3 \times 3 \text{ м}$, де встановлені касети із мембранами, відбувається власне процес фільтрування із відділенням фільтрату від мулової суміші.

Рівень рідини у мембранному резервуарі підтримується за допомогою лотка із водозливом. Відмітка водозливу (дно відділення $0,00$) становить 2550 мм , максимальний рівень рідини у резервуарі становить 2600 мм . Із лотка мулова суміш самотпливом повертається в аеротенк.

У мембранному резервуарі встановлені три касети із мембранами марки ZW-500с-15, площа фільтруючої поверхні яких становить 500 м^2 , а добова продуктивність за пермеатом (очищеними стічними водами) – $300 \text{ м}^3/\text{добу}$. У касету із мембранами постійно подається стиснене повітря від повітродувки продуктивністю 340

м³/год. У нижній частині мембранного резервуару влаштований приєднок для спорожнення.

Відведення пермеату (очищених стічних вод, що пройшли мембрани) із касети із мембранами здійснюється через верхній колектор за допомогою робочого і резервного насосів для відкачування пермеату. Продуктивність насосу становить 20 м³/год, висота всмоктування 6 м, потужність електродвигуна – 5,5 кВт. Фільтрат накопичується у спеціальному резервуарі промивної води (CIP TANK) об'ємом 2 м³ і далі надходить на знезаражування.

Під час фільтрування на поверхні спостерігається утворення кеку активного мулу, який спричиняє зменшення пропускної здатності фільтруючих мембран. Для відновлення пропускної здатності мембран вони періодично (приблизно 1 раз у 10 хвилин) піддаються зворотній промивці пермеатом, накопиченим у сіптенку. При цьому за допомогою пневмоавтоматики насос для відкачування пермеату переключається для роботи у реверсивному напрямку (із сіптенка пермеат подається у середину мембран). При цьому насос для відкачування пермеату має продуктивність 13 м³/год. Після закінчення імпульсної промивки мембран цикл фільтрування автоматично відновлюється.

На пропускну здатність мембран негативно впливають біологічні забруднення і солі жорсткості. Для запобігання цьому явищу через 6-60 діб (інтервал встановлюється експериментально пусконаладжувальною організацією) здійснюється спеціальна регенерація мембран.

Для боротьби із біологічним забрудненням мембран передбачається їх промивання розчином гіпохлориту натрію (NaOCl) (0,2 %), а для боротьби із відкладанням солей жорсткості – промивання сумішшю соляної (HCl) і лимонної кислот (0,2-0,3 %). Обидва промивання здійснюються не одночасно.

Процес промивання мембран здійснюється наступним чином:

- 1) припиняється подача у мембранний резервуар мулової суміші і він спорожнюється;
- 2) включається у реверсивному напрямку насос для відкачування пермеату, який заповнює мембранний резервуар на 10-20 %. В момент включення насоса для відкачування пермеату у його на-

пірну лінію подається 10-20 % від усього об'єму реагентів, призначених для промивки;

3) мембрани витримуються у розчині певний час;

4) далі знову включається у реверсивному напрямку насос для відкачування пермеату, який подає у мембранний резервуар ще 10-20 % від його об'єму, під час роботи насосу вводяться реагенти, далі мембрани витримуються у розчині і цикл повторюється;

5) після повного заповнення мембранного резервуару він спорожнюється, промивається пермеатом і мембранна установка відновлює свою роботу.

Об'єм резервуару пермеату для забезпечення промивання мембран повинен бути не менше 27 м^3 .

Промивання мембранної установки здійснюється в автоматичному режимі. Тривалість промивки у середньому складає 2-3 години. У цей час стічні води на очистку не подаються, а накопичуються у приймальному резервуарі.

Знезаражування стічних вод передбачається здійснювати розчином гіпохлориту натрію.

Відпрацьовані розчини хімічних реагентів збираються у спеціальному резервуарі, після чого нейтралізуються і подаються в усереднювач.

2. Реконструкція каналізаційних очисних споруд м'ясокомбінату

На багатьох м'ясокомбінатах України будівництво споруд попередньої очистки стічних вод здійснювалося за типовим проектом № 2485-6 «Блок очисних споруд м'ясокомбінату потужністю 30 т м'яса в зміну», розробленим проектним інститутом Діпром'ясо в 1984 році.

Розглядувані споруди попередньої очистки розміщуються в каркасній будівлі розміром в осях $36 \times 36 \text{ м}$, яка вміщує машинний зал, приміщення для зневоднення осаду, виробничі та побутові приміщення. Проектна продуктивність споруд попередньої очистки становить $Q_{\text{доб}} = 1200 \text{ м}^3/\text{добу}$, а концентрації вміщених у стічних водах забруднень - 2000 мг/дм^3 за завислими речовинами і жирами та 2500 мг/дм^3 – за БПК_{повн}. Очищені стічні води перед скидом у місь-

ку каналізацію повинні мати концентрацію завислих речовин і БПК_{повн} – 500, а жирів – 50 мг/дм³. Для досягнення вказаних показників проектом передбачене застосування механічних і фізико-хімічних методів очистки стічних вод (рис. 2).

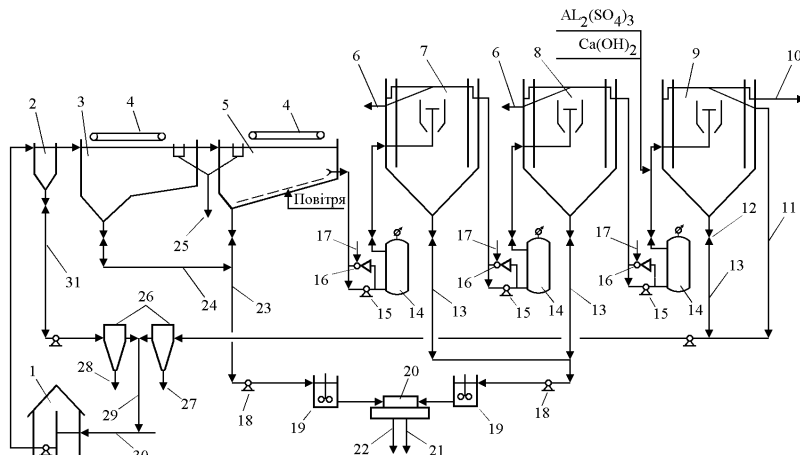


Рис. 2. Технологічна схема попередньої очистки стічних вод м'ясокомбінатів за типовим проектом № 2485-6.

1- насосна станція із решіткою-дробаркою; 2 – тангенційний піскоуловлювач; 3 - горизонтальний відстійник; 4 – механічний скребок; 5 – відстійник-накопичувач; 6 - флотоконцентрат; 7,8,9 – флотатори I-го, II-го та III-го ступеня; 10 – очищені стічні води; 11 – флотоконцентрат із флотатора III-го ступеня; 12 – засувка; 13 – осад із флотатора; 14 – напірний бак; 15 – флотаційний насос; 16 – водоповітряний ежектор; 17 - повітря; 18 – насос; 19 – бак для осаду; 20 – центрифуга; 21 – кек; 22 – фугат; 23 – осад із відстійника-накопичувача; 24 – осад із горизонтального відстійника; 25 – жир, що спливає; 26 – гідроциклони; 27 – зневоднений осад і флотошлам із флотатора III-го ступеня на піскові майданчики; 28 – зневоднений пісок на піскові майданчики; 29 – пульпа; 30 – очищені стічні води

Аналіз розглядуваного типового проекту 2485-6 показує, що він містить цілий ряд невірних технологічних рішень і суттєвих прорахунків, головними з яких є наступні:

- відсутність самопливного гідравлічного зв'язку між флотаторами першого і другого та другого і третього ступенів, що робить їх роботу, а також усю технологічну схему вкрай ненадійною;
- застосування в технологічній схемі відстійників і відстійників-накопичувачів горизонтального типу. Навіть за умови нормальної роботи скребків, конструкція яких є вкрай недосконалою, осад не буде повністю згрібатися до приямків і загниватиме, що спричинить вторинне забруднення стічних вод продуктами бродіння;
- застосування в технологічній схемі недосконалої напірної флотації з прямим насиченням стічних вод, яка, як відомо, призводить до погіршення флотаційних властивостей домішок стічних вод внаслідок значного їх подрібнення робочими колесами відцентрових флотаційних насосів;
- застосування недосконалих флотаторів із центральною камерою, конструкція якої не дозволяє здійснити рівномірний розподіл рідини по усьому поперечному перерізу зони флотації. Відведення очищеної води через вертикальні труби порушить гідродинамічну обстановку у флотаторі, призведе до збільшення виносу завислих речовин і жирів із флотаторів;
- відсутність серед споруд, що входять до технологічної схеми, таких, що забезпечують зниження БПК, яка характеризує вміст у стічних водах колоїдних і розчинних органічних забруднень (БПК освітленої рідини). Напірна флотація, за умови її нормального здійснення, забезпечить вилучення із стічних вод лише частини завислих речовин і неемульсованого жиру, а реагентна обробка і наступна флотація - лише частини колоїдних речовин. Таким чином, у стічних водах після їх очистки за запропонованою схемою, залишиться частина колоїдних, а також практично усі розчинні органічні домішки, які власне і зумовлюють БПК стічних вод;
- застосування реагентів для очистки стічних вод, що значно ускладнює технологічну схему і експлуатацію очисних споруд, приводить до значного збільшення вартості очистки стічних вод і утворення значних об'ємів осаду;

- типовим проектом 2485-6 не вирішується питання обробки фугату, що утворюється при зневодненні осадів на центрифугах. Влаштування спеціальних перегнивачів для фугату, як це рекомендується проектом, є неможливим з точки зору погіршення санітарного стану на території підприємства.

Окрім наведеного вище, слід звернути увагу на ту обставину, що скидання стічних вод у каналізацію здійснюється у відповідності до правил приймання виробничих стічних вод у міські каналізації населених пунктів, які зазнали значних змін з часу виходу типового проекту 2485-6 і вимагають значно вищої ефективності очистки в порівнянні з проектною.

Приклад. 2.1. Розробити заходи з реконструкції споруд попередньої очистки стічних вод м'ясокомбінату, збудованих за типовим проектом № 2485-6. Розрахункова витрата очищуваних стічних вод складає $Q_{доб} = 185 \text{ м}^3/\text{добу}$. Розрахункові концентрації забруднень стічних вод складають: завислі речовини - 2000 мг/дм^3 , БПК_{повн} - 2500 мг/дм^3 , жири - 2000 мг/дм^3 . Концентрації забруднень очищених стічних вод перед їх скиданням у міську каналізацію мають складати: завислі речовини - 500 мг/дм^3 , БПК_{повн} - 500 мг/дм^3 , жири - 50 мг/дм^3 .

Максимальна годинна витрата очищуваних стічних вод буде складати

$$Q_{год} = Q_{доб} \cdot k_{гн} / T = 185.2 / 11 = 34 \text{ м}^3/\text{год},$$

де $k_{гн} = 2$ - коефіцієнт годинної нерівномірності водовідведення ([6], табл. 56.1); $T = 11$ - тривалість роботи підприємства протягом доби, год.

Для попередньої очистки жиромістких стічних вод перед їх скиданням у міську каналізацію рекомендується використовувати технологію, якою передбачається вилучення піску і інших важких мінеральних домішок - у тангенційному піскоуловлювачі, основної маси завислих речовин і жиру - у відстійнику-флотаторі, розчинних і колоїдних органічних домішок - в аеротенках-відстійниках. При цьому вилучення із стічних вод піску передбачається здійснювати у новозбудованому піскоуловлювачі, а відстійник-флотатор і аеротенки-відстійники влаштовуються на базі існуючих флотаторів [7, 8, 9].

У відповідності до технологічної схеми жиромісткі стічні води м'ясокомбінату по існуючому самопливному колектору надходять у діючу насосну станцію, звідки перекачуються у приймальну камеру очисних споруд.

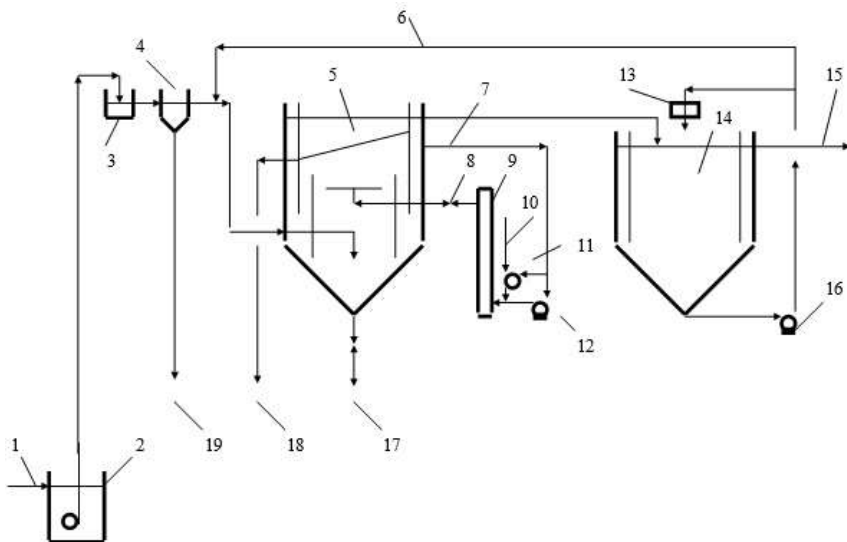


Рис. 3. Технологічна схема попередньої очистки жиромістких стічних вод м'ясокомбінату

1-неочищені стічні води; 2-насосна станція; 3-приймальна камера; 4-піскоуловлювач; 5-відстійник-флотатор; 6-надлишковий активний мул; 7-робоча рідина; 8-редукційний клапан; 9-напірний бак; 10-повітря; 11-водоструминний ежектор; 12-флотаційний насос; 13-струминний аератор; 14-аеротенк-відстійник; 15-очищені стічні води; 16-насос струминної аерації; 17-осад із відстійника-флотатора; 18-флотошлам; 19-осад із піскоуловлювача.

Тангенційний піскоуловлювач, суміщений з пісковим бункером, розміщуються над рівнем землі таким чином, щоб забезпечити самопливне надходження осаду у транспортний засіб для його наступного вивезення у місця заховання.

При розрахунковому гідравлічному навантаженні $110 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$ ([5], п. 10.2.2.2), діаметр піскоуловлювача повинен складати

$$d_n = \sqrt{\frac{34}{110.0.785}} = 0,63 \text{ м.}$$

Приймаємо діаметр тангенційного піскоуловлювача рівним 0,7 м.

Добова кількість осаду, що затримується у піскоуловлювачах, буде складати

$$Q_n = 0,02.185 / 100 = 0,04 \text{ м}^3/\text{добу},$$

де 0,02 - питома кількість піску, що затримується у піскоуловлювачах, відсотки витрати стічних вод ([6], с. 485).

Робочий об'єм піскових бункерів для осаду повинен бути не менше

$$W_6 = 0,04.5 = 0,2 \text{ м}^3,$$

де 5 - розрахункова тривалість зберігання осаду, ([6], п. 10.2.2.4), доба.

Із піскоуловлювача стічні води самопливом надходять у комбінований відстійник-флотатор конструкції НУВГП, який влаштовується на базі одного із існуючих флотаторів. Для забезпечення вилучення із стічних вод спочатку крупних і важких домішок відстоюванням, а потім останньої частини грубодисперсних домішок і жиру напірною флотацією, в існуючому флотаторі демонтуються всі існуючі трубопроводи, його циліндрична частина нарощується на 0,8 м, що забезпечує наступне самопливне надходження стічних вод в аеротенки-відстійники, монтуються циліндричні перегородки, які розділюють споруду на зони відстоювання і флотації, трубопроводи для розподілу очищуваних стічних вод і робочої рідини, лоток для збирання очищених стічних вод і лоток для видалення флотошлему.

Надходження стічних вод із піскоуловлювача у відстійник-флотатор повинна здійснюватись по трубопроводу діаметром

$$d_{\text{вф}} = \sqrt{\frac{34}{3600.1.5.0.785}} = 0,090 \text{ м,}$$

де 1,5 - швидкість руху стічних вод у трубопроводі, м/с.

У нижній частині споруди за допомогою циліндричної перегородки діаметром 3,1 м і висотою 2,8 м влаштовується зона відстою-

вання (робоча висота зони відстоювання 2,2 м). В такому випадку розрахункова тривалість відстоювання стічних вод при максимальній витраті стічних вод буде складати

$$t_e = \frac{0,785 \cdot 3,1^2 \cdot 2,2}{34} = 0,5 \text{ год},$$

що буде достатньо для осадження крупних грубодисперсних домішок.

Діаметр зони флотації відстійника-флотатора прийнятий рівним 4,0 м. У такому випадку максимальне гідравлічне навантаження зони флотації буде рівним

$$q_\phi = \frac{34 \cdot (1 + 0,5)}{0,785 \cdot 4^2} = 4,1 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \text{ год}),$$

де 34 - максимальна розрахункова витрата стічних вод, м³/год; 0,5 - коефіцієнт рециркуляції робочої рідини; 4 - діаметр флотаційної зони, м.

Робоча рідина, в якості якої використовується очищена у відстійнику-флотаторі стічна вода, подається у напірний бак відцентровим насосом К-80-50-200 з характеристикою: подача 17 м³/год, напір 50 м, потужність електродвигуна 15 кВт. Резервний флотаційний насос зберігається на складі.

Для розподілу робочої рідини використовується шість радіальних дірчастих трубопроводів. При швидкості руху робочої рідини у трубопроводах 0,5 м/с їх діаметр повинен складати

$$d_{pm} = \sqrt{\frac{17}{6 \cdot 0,5 \cdot 0,785 \cdot 3600}} = 0,045 \text{ м},$$

де 17 - витрата робочої рідини, м³/год.

Швидкість виходу робочої рідини з отворів діаметром 6 мм складає 1,8 мм/с. Кількість отворів при цьому повинна складати

$$n_o = \frac{17}{3600 \cdot 1,8 \cdot 0,785 \cdot 0,006^2} = 96 \text{ шт.}$$

Таким чином, на кожному розподільчому трубопроводі повинно бути по 96/6 = 16 отворів. Отвори розміщуються у два ряди у шахматному порядку (випуск рідини у протилежному напрямку) нерівномірно по довжині трубопроводу (відстань між отворами зменшується до кінця трубопроводу).

Діаметр підвідного трубопроводу робочої рідини повинен складати

$$d_{pp} = \sqrt{\frac{17}{0,53600 \cdot 0,785}} = 0,11 \text{ м.}$$

Для насичення робочої рідини повітрям використовується во-до-струминний ежектор, що встановлюється на перемичці між напірною і всмоктувальною лініями насосу.

Для розчинення повітря у робочій рідині використовується напірний бак, об'єм якого повинен складати

$$W_{нб} = \frac{1,25 \cdot 17,4}{60} = 1,4 \text{ м}^3,$$

де 4 - тривалість насичення робочої рідини у напірному баку [10], хв; 1,25 - коефіцієнт, що враховує накопичення повітря у верхній частині напірного баку.

Напірний бак виконується із залізної труби великого діаметру.

Маса сухої речовини флотошламу, що видається із флотаційної зони відстійників-флотаторів, буде складати

$M_{фи} = [(2000 \cdot 0,6 - 300) + (2000 \cdot 0,8 - 100)] \cdot 185 / 10^6 = 0,44 \text{ т / добу}$,
де 2000 і 2000 - концентрації в неочищених стічних водах відповідно завислих речовин і жиру, мг/дм³; 0,6 і 0,8 - кількість відповідно завислих речовин і жиру, що лишаються у стічних водах після відстоювання, частки одиниці; 300 і 100 - залишкові концентрації відповідно завислих речовин і жиру в стічних водах після відстійника-флотатора, мг/дм³; $Q_{доб} = 185$ - добова витрата стічних вод, м³/добу.

При вологості флотошламу 85 % його об'єм буде рівним

$$V_{фи} = \frac{0,44 \cdot 100}{100 - 85} = 2,9 \text{ м}^3 / \text{добу.}$$

Флотошлам за допомогою двох радіальних скребків з механічним приводом періодично скидається у шламовідвідний лоток і далі у транспортний засіб для транспортування в місця заховання.

При розрахунковому ефекті затримання завислих речовин 40 % і жиру 20 %, маса сухої речовини осаду, що затримується у відстійній зоні відстійника-флотатора, буде рівною

$$M_{ос} = (2000 \cdot 0,4 + 2000 \cdot 0,2) \cdot 185 / 10^6 = 0,22 \text{ т / добу},$$

де 2000 і 2000 - концентрації відповідно завислих речовин і жиру в очищуваних стічних водах, мг/дм³.

При скиданні надлишкового активного мулу перед відстійником-флотатором він надалі буде осаджуватись там разом з іншими грубодисперсними домішками.

Маса сухої речовини надлишкового активного мулу складає $M_{\text{нам}} = 0,11 \text{ т/добу}$.

При вологості вивантажуваного осаду 95 % його об'єм буде рівним

$$V_{\text{ос}} = \frac{(0,22 + 0,11) \cdot 100}{100 - 95} = 6,6 \text{ м}^3 / \text{добу}.$$

Під гідростатичним тиском осад випускається у резервуар-накопичувач осаду.

Розрахункова БПК_{повн} очищуваних стічних вод повинна враховувати потребу в кисні на окислення не тільки розчинних і колоїдних забруднень, але і забруднень, що знаходяться у грубодисперсній і емульгованій формах. Тому розрахункова БПК_{повн} стічних вод, що надходять в аеротенки-відстійники першого ступеню, приймається рівною

$$БПК_{\text{повн}} = 2500 + 1,2(0,8 \cdot 300 + 100) = 2908 \text{ мг} / \text{дм}^3,$$

де 2500, 300 і 100 - відповідно БПК_{повн}, концентрації завислих речовин і жирів в стічних водах, що надходять у відстійник-флотатор, мг/дм³; 1,2 - питома витрата кисню на біохімічне окислення грубодисперсних органічних домішок і жиру, мг/мг; 0,8 - частка органічних домішок у складі завислих речовин.

Для зниження БПК_{повн} стічних вод використовуються два аеротенки-відстійники конструкції НУВГП, що являють собою комбіновані споруди, в яких одночасно здійснюються процеси біологічної очистки стічних вод і гравітаційного розділення мулової суміші. Аеротенки-відстійники влаштовуються на базі двох існуючих флотаторів, в яких демонтуються всі існуючі трубопроводи і монтується циліндрична перегородка діаметром 4,4 м, що розділює споруду на центральну зону аерації і периферійну зону відстоювання, а також монтуються лотки для збирання очищеної води.

Необхідний об'єм аеротенків складає

$$W_a = \frac{(2908 - 500) \cdot 185}{24 \cdot 38 \cdot (1 - 0,2) \cdot 5} = 122 \text{ м}^3,$$

де 2908 і 500 - БПК_{повн} відповідно неочищених і очищених стічних вод, мг/дм³; 38 - питома швидкість окислення забруднень активним мулом ([11], с. 196), мг/(г.год); 0,2 - зольність активного мулу, частка одиниці; 5 - доза мулу в аеротенку, г/дм³.

Розрахункове гідравлічне навантаження на поверхню зони відстоювання аеротенка-відстійника першого ступеню не повинно перевищувати ([5], п. 10.3/3/3)

$$q_{ssa} = \frac{4,5 \cdot 0,5 \cdot 3,1^{0,8}}{(0,1 \cdot 150 \cdot 5)^{0,5 - 0,01 \cdot 40}} = 3,62 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{год}),$$

де 0,5 - коефіцієнт використання об'єму зони відстоювання; 3,1 - висота зони відстоювання, м; 150 - муловий індекс, см³/г; 5 - концентрація мулу в аеротенку, г/л; 40 - концентрація мулу в освітленій воді, мг/дм³.

Площа зони відстоювання одного аеротенка-відстійника повинна складати при цьому $34 / (3,62 \cdot 2) = 4,6 \text{ м}^2$.

В такому випадку діаметр циліндричної перегородки, яка розділяє зону відстоювання від зони аерації в аеротенку-відстійнику, повинен складати

$$d_a = \sqrt{5^2 - 4,6 / 0,785} = 4,4 \text{ м},$$

де 5 - зовнішній діаметр аеротенка-відстійника, м.

Фактичний об'єм зони аерації обох аеротенків-відстійників складає

$$W_a = 2 \cdot 0,785 \cdot 4,4^2 (3,3 \cdot 0,33 + 3,1) = 128 \text{ м}^3,$$

де 3,3 і 3,1 - висота відповідно конічної і циліндричної частини зони аерації, м.

Як вже зазначалося, аеротенки-відстійники влаштовуються на базі двох існуючих флотаторів, в яких демонтуються всі існуючі трубопроводи і монтується циліндрична перегородка діаметром 4,4 м, що розділяє споруду на центральну зону аерації і периферійну зону відстоювання, а також монтуються лотки для збирання очищеної води.

Зона аерації обладнується високоефективними струминними аераторами типу АСТ, принцип дії яких полягає у залученні в аеро-

вану мулову суміш атмосферного повітря струменями робочої рідини, які рухаються з великою швидкістю. Як робоча рідина використовується сама мулова суміш, що забирається із нижньої кінцевої частини аеротенка-відстійника. В кожному аеротенку-відстійнику встановлюється по одному струминному аератору. Для подачі мулової суміші на струминні аератори обох аеротенків-відстійників використовується робочий і резервний насос марки К 200-150-250/4 з характеристикою: подача 328 м³/год, напір 10 м, потужність електродвигуна 22 кВт.

Розрахункова витрата мулової суміші, що подається на струминні аератори аеротенків-відстійників першого ступеню, складає

$$Q_{pp} = \frac{0,9 \cdot (2908 - 500) \cdot 185}{24.55} = 304 \text{ м}^3 / \text{год},$$

0,9 - питома витрата кисню мг, на 1 мг знатої БПК_{повн} ([5], п. В.2.7); де 55 - параметр, що характеризує окислювальну потужність аератора типу АСТ.

Для подачі мулової суміші на струминні аератори обох аеротенків-відстійників використовується робочий і резервний насос марки К 200-150-250/4 з характеристикою: подача 340 м³/год, напір 10 м, потужність електродвигуна 22 кВт.

В кожному аеротенку-відстійнику встановлюється один струминний аератор. Розрахункова витрата мулової суміші, що подається на один струминний аератор, складає

$$Q_{pp}^I = \frac{340}{2.3600} = 0,046 \text{ м}^3 / \text{с}.$$

Внутрішній діаметр нижнього отвору струминного аератора повинен бути рівним

$$Q_c = 1,13 \sqrt{\frac{0,046 \cdot 1,5}{12}} = 0,086 \text{ м},$$

де 1,5 - коефіцієнт, що враховує збільшення об'єму водоповітряної суміші у порівнянні з об'ємом робочої рідини, що подається на струминний аератор; 12 - швидкість руху водоповітряної суміші у нижньому перетині струминного аератора, м/с.

Діаметр повітряної труби повинен бути

$$d_{nm} = 1,13 \sqrt{\frac{0,046 \cdot 1,5}{8}} = 0,10 \text{ м},$$

де $V_n = 8$ - швидкість руху повітря, м/с.

Внутрішній діаметр труби у кільцевому перетині струминного аератора повинен складати

$$d_{kc} = \sqrt{\frac{0,046}{8,0,785}} + 0,11^2 = 0,14 \text{ м},$$

де $V_{kc} = 8$ - швидкість руху рідини у кільцевому перетині, м/с.

Діаметр підвідного трубопроводу робочої рідини повинен складати

$$d_{nm} = \sqrt{\frac{0,046}{5,0,785}} = 0,11 \text{ м}.$$

Маса сухої речовини надлишкового активного мулу, що утворюється при біологічній очистці стічних вод, складає

$$Pr = 300 \cdot 0,8 + 2500 \cdot 0,15 = 615 \text{ мг} / \text{дм}^3,$$

де 300 - концентрація завислих речовин в стічних водах, мг/дм³; 2500 - БПК_{повн} стічних вод, мг/дм³; 0,15 - коефіцієнт приросту активного мулу ([5], п. В.2.6).

Кількість надлишкового активного мулу за сухою речовиною складає

$$M_{nam} = 615 \cdot 185 / 10^6 = 0,11 \text{ т} / \text{добу},$$

де $Q_{доб} = 185$ - витрата очищуваних стічних вод, м³/добу.

Надлишковий активний мул, що утворюється в процесі біологічної очистки стічних вод, використовується для біокоагуляції забруднень і вводиться у стічні води перед відстійником-флотатором. Біокоагуляція забруднень надлишковим активним мулом суттєво підвищує ефект очистки стічних вод від жиру і інших домішок у відстійнику-флотаторі. Надлишковий активний мул осаджується у відстійнику-флотаторі звідки разом з осадом стічних вод під гідростатичним тиском видаляється у транспортний засіб для його наступного вивезення у місце заховання.

Очищені в аеротенках-відстійниках стічні води самопливом надходять у міську каналізацію.

3. Реконструкція каналізаційних очисних споруд із збільшенням ефективності очистки стічних вод за азотом і фосфором

Приклад 3.1. На діючі очисні споруди міста надходять власне господарсько-побутові стічні води, попередньо очищені стічні води промислових підприємств, стічні води від зливної станції, мулова вода з аеробних стабілізаторів і дренажна вода з мулових майданчиків. Витрата очищуваних стічних вод становить $Q_{доб} = 1627 \text{ м}^3/\text{добу}$, а концентрації забруднень стічних вод становлять: завислі речовини – 436 мг/дм^3 , ХПК – 655 мг/дм^3 , БПК_{повн} – 498 мг/дм^3 , БПК₅ – 382 мг/дм^3 , азот загальний (N) – $71,2 \text{ мг/дм}^3$, азот амонійних солей (N) – $51,8 \text{ мг/дм}^3$, фосфор загальний (P) – $15,8 \text{ мг/дм}^3$, фосфор фосфатів – $12,6 \text{ мг/дм}^3$. Розрахункова годинна витрата очищуваних стічних вод становить $Q_{год} = 125 \text{ м}^3/\text{год}$. Біологічна очистка стічних вод здійснюється в блоці ємностей з аеробним стабілізатором і первинними відстійниками, однак ступінь очистки стічних вод не відповідає вимогам, особливо за біогенними елементами. Необхідно здійснити заходи з реконструкції очисних споруд для забезпечення необхідного ступеня очистки стічних вод.

Розв’язування. Технологічна схема реконструкції передбачає здійснення біологічної очистки із попередньою денітрифікацією [12]. Фосфати передбачається видаляти додаванням реагентів.

Концентрація сполук фосфору, що підлягають видаленню за рахунок хімічного осадження, становить

$$X_{pe} = 15,8 - 0,8 - 0,01.382 - 0,005.382 = 9,27 \text{ мг/дм}^3,$$

де 15,8 – концентрація фосфору у стічній воді, що надходить на біологічну очистку, мг/дм^3 ; 0,8 – концентрація фосфору в стічних водах після вторинних відстійників (концентрація фосфатів згідно ГДК $2,42 \text{ мг/дм}^3$); 382 – БПК₅ очищуваних стічних вод, мг/дм^3 ; 0,01.255 – концентрація фосфору, необхідна для асиміляції гетерогенними організмами активного мулу, мг/дм^3 ; 0,005.255 – концентрація фосфору, що видаляється біологічним методом в установках з попередньою денітрифікацією без окремої анаеробної технологічної ємності, мг/дм^3 .

Розрахунок аеротенків-нітрифікаторів із попередньою денітрифікацією здійснюємо за величиною БПК₅ неосвітлених проб стічних вод, значення якої становить 382 мг/дм^3 , концентраціями в неосвітлених стічних водах загального азоту $71,2 \text{ мг/дм}^3$ і фосфору – $15,8 \text{ мг/дм}^3$.

Відношення концентрацій завислих речовин і БПК₅ у стічних водах становить

$$3P / БПК_5 = 436 / 382 = 1,14.$$

Денітрифікатор влаштовується на базі аеробного стабілізатора блоку ємностей, аеротенк-нітрифікатор – на базі аеротенка. Приймаючи робочу глибину денітрифікатора рівною 3,3 м його об'єм буде становити $V_o = 9.9.3,3 = 267 \text{ м}^3$. Прийнемо робочу глибину аеротенка-нітрифікатора рівною 3,2 м. Його об'єм при цьому складатиме $V_n = 21.9.3,2 = 605 \text{ м}^3$. Відношення об'єму денітрифікатора до загального об'єму споруди становитиме

$$V_o / (V_o + V_n) = 267 / (267 + 605) = 0,31.$$

Приймаємо це відношення рівним 0,3.

При попередній денітрифікації і відношенню об'ємів зони денітрифікації і загального об'єму споруди 0,3 вік мулу становить $ВМ = 12,83$ діб ([12], табл. 2), а приріст мулу – $ПР_{орг} = 1,06$ кг сухої речовини на 1 кг БПК₅ ([12], табл. 3).

При симультанному видаленні фосфатів солями заліза буде утворюватися осад, що асимілюватиметься активним мулом. Кількість цього осаду становитиме ([13], с. 252)

$ПР_\phi = 6,8(9,27 - 0,8) / 382 = 0,15$ кг сухої речовини на 1 кг БПК₅, де 9,27 і 0,8 – вміст фосфатів, відповідно, в неочищених і очищених стічних водах, мг/дм³.

Сумарний приріст мулу у розрахунку на БПК₅ буде становити $ПР_{орг} + ПР_\phi = 1,06 + 0,15 = 1,21$ кг сухої речовини на 1 кг БПК₅.

Таким чином, приріст мулу становитиме

$$ПР_3 = 1,21.382 = 462 \text{ мг/дм}^3.$$

Маса сухої речовини надлишкового активного мулу буде становити

$$M_{нам} = 462.1627 / 10^6 = 0,75 \text{ т/добу}.$$

При значенні мулового індексу 108 см³/г ступінь рециркуляції активного мулу буде становити

$$R_i = 5 / (1000/108 - 5) = 1,17,$$

а концентрація рециркуляційного активного мулу

$$a_r = 5(1/(2.1,17) + 1) = 7,1 \text{ г/дм}^3,$$

що відповідає вологості 99,29%.

Таким чином, об'єм надлишкового активного мулу буде становити

$$Q_{\text{нам}} = 0,75 \cdot 100 / (100 - 99,29) = 105,6 \text{ м}^3/\text{добу}.$$

При додаванні солей заліза вік мулу має збільшуватися на 10 % ([13], с. 255), а розрахункове навантаження за БПК₅ на суху речовину активного мулу становитиме ([13])

$$N_{\text{мул}} = \frac{1}{12,83 \cdot 1,06 \cdot 1,1} = 0,067 \text{ кг} / (\text{кг} \cdot \text{добу}),$$

і на 1 м³ об'єму споруди

$$N_{\text{об}} = 5,0 \cdot 0,067 = 0,34 \text{ кг} / (\text{м}^3 \cdot \text{добу}),$$

де 5,0 - доза мулу в зоні аерації ([2], табл. 2), г/дм³.

Розрахунковий об'єм споруди при цьому буде становити ([3], формула 8)

$$V = \frac{382 \cdot 1627}{1000 \cdot 0,34} = 1827 \text{ м}^3,$$

де 382 – БПК₅ стічних вод, мг/дм³; $Q_{\text{доб}} = 1627$ – добова витрата очищуваних стічних вод, м³/добу.

Розрахунковий об'єм зони попередньої денітрифікації становить

$$V_{\text{д}} = 1827 \cdot 0,3 = 548 \text{ м}^3,$$

а розрахунковий об'єм зони нітрифікації

$$V_{\text{н}} = 1827 - 548 = 1279 \text{ м}^3.$$

Як денітрифікатори будуть використовуватися два аеробні стабілізатори блоку ємностей, сумарним об'ємом $267,2 = 534 \text{ м}^3$, як аеротенки-нітрифікатори – два аеротенки блоку ємностей, сумарним об'ємом $605,2 = 1210 \text{ м}^3$.

Потреба в азоті на приріст біомаси становить 0,04 кг на 1 кг БПК₅ [12], або

$$N_{\text{пр}} = 0,04 \cdot 382 = 15,3 \text{ мг} / \text{дм}^3.$$

Згідно таблиці 1 [12], для схеми із попередньою денітрифікацією при температурі стічних вод 10 °С денітрифікується 0,13 кг азоту в розрахунку на 1 кг БПК₅ або

$$N_{\text{дн}} = 0,13 \cdot 382 = 49,7 \text{ мг} / \text{дм}^3.$$

Таким чином, у стічних водах із початкових 71,2 мг/дм³ лишиється азоту

$$N_{\text{св}} = 71,2 - 15,3 - 49,7 = 6,2 \text{ мг} / \text{дм}^3,$$

із якого 0,98 мг/дм³ будуть у формі амонійного азоту (згідно ГДС), 2 мг/дм³ – у формі органічного азоту, а

$$N_{\text{нм}} = 6,2 - 0,98 - 2 = 3,2 \text{ мг} / \text{дм}^3$$

у формі нітратів, (у проекті ГДК 3,9 мг/дм³).

Отже, усього буде нітрифіковано азоту

$$N_n = 49,7 + 3,2 = 52,9 \text{ мг/дм}^3$$

і розрахункова ефективність денітрифікації буде становити

$$\eta = \frac{49,7}{52,9} 100 = 93,9\%.$$

Згідно таблиці 5 [12], сумарний ступінь рециркуляції (внутрішньої і зовнішньої) повинен становити 6,91. Таким чином, сумарна рециркуляційна витрата повинна складати

$$Q_p = 6,91 \cdot 1627 / 24 = 468 \text{ м}^3/\text{год},$$

де $Q_{доб} = 1627$ – розрахункова витрата очищуваних стічних вод, $\text{м}^3/\text{добу}$.

Витрата рециркуляційного активного мулу буде становити

$$Q_3 = 1627 \cdot 1,17 / 24 = 79,3 \text{ м}^3/\text{год}.$$

При такій витраті рециркуляційного активного мулу внутрішня рециркуляція повинна становити

$$Q_a = 468 - 79,3 = 388,7 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Потреба в кисні для окислення сполук вуглецю при розрахунковій температурі стічних вод 10°C і віковій мулу 12,3 діб становить 1,09 кг O_2 на 1 кг БПК₅, а при температурі 20°C – 1,21 кг O_2 на 1 кг БПК₅ ([12], табл. 6). Питома потреба в кисні для окислення сполук азоту у розрахунку на 1 кг БПК₅ становить

$$O_{ор_2} = 4,6 \cdot 52,9 / 382 = 0,64 \text{ кг/кг},$$

де 52,9 – кількість нітрифікованого азоту, мг/дм^3 ; 382 – БПК₅ стічних вод, мг/дм^3 .

Зменшення потреби у кисні за рахунок процесу денітрифікації буде становити

$$O_o = 2,9 \cdot 49,7 / 382 = 0,38 \text{ кг/кг}.$$

Таким чином, потреба в кисні для окислення сполук вуглецю при розрахунковій температурі стічних вод 10°C становить $1,09 - 0,38 = 0,71$ кг O_2 на 1 кг БПК₅, а при розрахунковій температурі стічних вод 20°C становить $1,21 - 0,38 = 0,83$ кг O_2 на 1 кг БПК₅.

У зв'язку із неспівпаданням максимальних концентрацій у стічних водах сполук вуглецю і азоту, рекомендується [12] питоми витрати кисню визначати у декількох варіантах: при середній концентрації сполук вуглецю і максимальній концентрації сполук азоту; при максимальній концентрації сполук вуглецю і середній концентрації сполук азоту. У зв'язку із суттєвим зменшенням розчинності

кисню в літній час, крім розрахункової температури (10 °C), розрахунок питомої потреби кисню здійснюють і для літніх умов (20 °C).

Максимальні значення коефіцієнтів, що враховують неспівпадання максимальних концентрацій у стічних водах сполук вуглецю і азоту при віковій мулу 12,47 діб становлять відповідно 1,2 і 2,5 ([12], табл. 7).

Максимальна годинна потреба у кисні з урахуванням його дефіциту становить

$$O_{max}^e = 3,12 \cdot 382 \cdot 1627 / 24 \cdot 1000 = 80,8 \text{ кг } O_2/\text{год},$$

де 3,12 – максимальна питома потреба в кисні, кг O_2 /кг БПК₅; 382 – БПК₅ очищуваних стічних вод, мг/дм³; 1627 – добова витрата очищуваних стічних вод, м³/добу.

Для подачі повітря в нітрифікатори передбачається застосування аераторів фірми Екотон, коефіцієнт використання кисню у яких складає 5% на 1 м заглиблення. При заглибленні 3 м коефіцієнт використання кисню буде становити $5 \cdot 3 = 15\%$.

Годинна витрата повітря, що має подаватися на аератори нітрифікаторів фірми Екотон при їх зануренні 3,0 м, повинна складати

$$Q_o = \frac{80,8 \cdot 1000}{0,15 \cdot 1,02 \cdot 0,85 \cdot 270} = 2300 \text{ м}^3/\text{год},$$

де 0,15 – коефіцієнт використання кисню, частка одиниці; 1,02 – коефіцієнт, що залежить від температури очищуваних стічних вод; 0,85 – коефіцієнт якості стічних вод ([5], п. В.2.7); 270 – вміст кисню в атмосферному повітрі, г/м³.

Для забезпечення підтримання мулу в зваженому стані питома витрата енергії для перемішування вмісту денітрифікатора повинна складати 17 Вт/м³ [12]. У розрахунку на кожен денітрифікатор об'ємом 267 м³ це складатиме

$$P = 267 \cdot 17 / 1000 = 4,5 \text{ кВт}.$$

Для запобігання переохолодженню стічних вод у зимовий час аеротенки необхідно забезпечити тепловою ізоляцією.

На стабілізацію знаходить неущільнений надлишковий активний мул (маса сухої речовини 0,75 т/добу, об'єм 117,2 м³/добу). При три валості стабілізації суміші сирого осаду первинних відстійників і надлишкового активного мулу 4 доби об'єм аеробних стабілізаторів повинен становити

$$V_{ac} = 117,2 \cdot 4 = 469 \text{ м}^3.$$

Такий об'єм буде забезпечений застосуванням у якості стабілізаторів двох первинних відстійників блоку ємностей об'ємом по 284 м^3 (сумарно 568 м^3).

Розрахункова витрата повітря на стабілізацію становить $2 \text{ м}^3/\text{год}$ на 1 м^3 об'єму стабілізатора, або

$$O_{ac} = 2.568 = 1136 \text{ м}^3/\text{год},$$

або $6 \text{ м}^3/\text{м}^2$ площі стабілізаторів

$$\text{чи } O_{ac} = 6.2.9.9 = 972 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Приймаємо розрахункову витрату повітря рівною $1136 \text{ м}^3/\text{год}$.

У процесі аеробної стабілізації розпадається 40% беззольної речовини осадів. Таким чином, маса сухої речовини аеробно стабілізованого осаду буде становити

$$M_{ac} = 0,75.0,3 + 0,75.0,7.0,6 = 0,54 \text{ т/добу}.$$

Аеробно стабілізований осад піддається ущільненню безпосередньо в стабілізаторах до вологості 97,5%. Його об'єм при цьому складатиме

$$Q_{ac} = 0,54.100 / (100 - 97,5) = 21,6 \text{ м}^3/\text{добу}.$$

Витрата мулової води з мулозгущувача, яка має подаватися у голову очисних споруд, буде становити

$$Q_{mv} = 117,2 - 21,6 = 95,6 \text{ м}^3/\text{добу}.$$

II. САМОСТІЙНА РОБОТА

Самостійна робота студента є основним засобом засвоєння студентом навчального матеріалу в час, вільний від обов'язкових навчальних занять. Пізнавальна діяльність студентів у процесі виконання самостійної роботи характеризується високим рівнем самостійності та сприяє залученню студентів до творчої активності.

Підсумком самостійної роботи над вивченням навчальної дисципліни «Інтенсифікація і реконструкція систем водовідведення» є самостійне опрацювання рекомендованих тем:

1. Головні причини низької ефективності очистки стічних вод на діючих каналізаційних очисних спорудах.
2. Підготовка стічних вод до біологічної очистки.
3. Інтенсифікація біологічної очистки стічних вод в аеротенках.
4. Інтенсифікація роботи біологічних фільтрів.
5. Доочистка біологічно очищених стічних вод.

6. Інтенсифікація процесів обробки осадів стічних вод.
7. Компактні установки для очистки міських стічних вод.

Підсумком самостійної роботи над вивченням навчальної дисципліни є складання письмового звіту за темами, вказаними вище.

Звіт оформлюється на стандартному папері формату А4 (210х297) з одного боку. Поля: верхнє, праве, ліве – 20 мм, нижнє – 22 мм, ліве. У тексті повинні бути зазначені посилання на використану літературу.

Звіт може бути рукописним або друкованим і виконується українською мовою.

На титульній сторінці звіту мають бути зазначені назва кафедри, навчальна дисципліна, прізвище та ініціали здобувача вищої освіти, група, прізвище та ініціали викладача, який приймає роботу, посада.

Загальний обсяг звіту – 10-15 сторінок. Звіт включає план, основну частину, висновки, список використаної літератури та додатки (за необхідності).

Захист звіту про самостійну роботу проводиться у терміни, спільно обумовлені викладачем і здобувачем вищої освіти.

СПИСОК ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Judd S. The MBR book: principles and applications of membrane bioreactors in water and wastewater treatment / S. Judd, C. Judd. Elsevier, 2006. 325 p.
2. Wang L. K. Advanced Biological Treatment Processes (Handbook of Environmental Engineering, Volume 9) / L. K. Wang, N. K. Shammas, Y-T. Hung. Humana Press, 2009. 738 p.
3. Ковальчук В. А. Перспективи застосування мембранних технологій для біологічної очистки та доочистки міських і промислових стічних вод. *Науковий вісник будівництва*. Вип. 66. Харків : ХДТУБА, ХОТВАБУ, 2011. С. 290-295.
4. Ковальчук В. А., Марчук Ю. В., Ковальчук О. В. До питання про розрахунок мембранних біореакторів. *Вісник Національного університету водного господарства та природокористування*. Випуск 4 (64). Збірник наукових праць. Рівне, 2013. С. 194-201.

5. ДБН В.2.5-75:2013. Каналізація. Зовнішні мережі та споруди. Основні положення проектування. Київ, Мінрегіонбуд, 2013. 132 с.
6. Канализация населенных мест и промышленных предприятий. Справочник проектировщика. Под общ.ред. В. Н. Самохина. 2-е изд., перераб. и доп. М. : Стройиздат, 1981. 639 с.
7. Ковальчук В. А. Засади реконструкції споруд попередньої очистки стічних вод м'ясокомбінатів. *Ресурсоекономні матеріали, конструкції, будівлі та споруди*: Зб. наук. праць. Вип. 11. Рівне : НУВГП, 2004. С. 367-373.
8. Ковальчук В. А. Відстійник-флотатор для попередньої очистки стічних вод м'ясопереробних підприємств. *Ринок інсталяцій*, 2009. № 9. С. 20-21.
9. Ковальчук В. А., Ковальчук О. В. Біологічна очистка стічних вод в аеротенках-відстійниках зі струминною аерацією. *Ринок інсталяцій*, 2010. № 5, С. 11-13.
10. Синев О. П. Интенсификация биологической очистки сточных вод. К. : Техніка, 1983, 109 с.
11. Очистка сточных вод предприятий мясной и молочной промышленности С. М. Шифрин и др. М. : Легкая и пищевая пром-сть, 1981, 272 с.
12. Методичні вказівки до проведення практичних занять та виконання самостійної роботи з навчальної дисципліни «Сучасні технології вилучення сполук азоту та фосфору із стічних вод» для здобувачів вищої освіти другого магістерського рівня усіх освітньо-професійних програм спеціальностей НУВГП денної форми навчання [Електронне навчання] / Ковальчук В. А. Рівне : НУВГП, 2019. 22 с.
13. Karl i Klaus R. Imhof. Kanalizacja miast i oczyszczanie sciekow. Poradnik. Projprzem-EKO. Bydgoszcz, 1996. 450 с.